

EGSB 反应器中实现完全自营养脱氮与运行优化

任宏洋^{1,2}, 张代钧^{1,3*}, 丛丽影¹

(1. 重庆大学环境科学系, 重庆 400030; 2. 西南石油大学化学化工学院, 成都 610500; 3. 重庆大学西南资源开发及环境灾害控制工程教育部重点实验室, 重庆 400030)

摘要: 同时接种好氧氨氧化污泥和厌氧氨氧化污泥启动 EGSB 反应器, 培养完全自营养脱氮颗粒污泥, 总氮去除速率达 $0.101 \text{ kg} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{d})^{-1}$. 基于边界层假设模拟颗粒污泥与液相主体间的传质过程, 并将其与颗粒污泥内传质过程以及好氧氨氧化、厌氧氨氧化和亚硝酸盐氧化过程相耦合, 建立了颗粒污泥完全自营养脱氮模型, 应用实验结果对模型进行了验证. 根据模拟结果对 EGSB 反应器运行条件进行优化, 总氮平均去除效率由 52% 提高到 61%, 平均去除速率由 $0.103 \text{ kg} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{d})^{-1}$ 提高到 $0.114 \text{ kg} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{d})^{-1}$.

关键词: 完全自营养脱氮; 好氧氨氧化; 厌氧氨氧化; 颗粒污泥

中图分类号: X703.1 文献标识码: A 文章编号: 0250-3301(2009)05-1454-07

Implement of Completely Autotrophic Nitrogen Removal in EGSB Reactor and Its Operation Optimization

REN Hong-yang^{1,2}, ZHANG Dai-jun^{1,3}, CONG Li-ying¹

(1. Department of Environmental Science, Chongqing University, Chongqing 400030, China; 2. School of Chemistry and Chemical Engineering, Southwest Petroleum University, Chengdu 610500, China; 3. Key Laboratory for Exploitation of Southwest China Resources & Environmental Disaster Control Engineering, Ministry of Education, Chongqing University, Chongqing 400030, China)

Abstract: An expanded granular sludge bed (EGSB) reactor inoculated simultaneously with aerobic ammonium oxidation sludge and anaerobic ammonium oxidation sludge were start-up to enrich completely autotrophic nitrogen removal granular sludge. Total nitrogen (TN) removal rate reached $0.101 \text{ kg} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{d})^{-1}$. Based on hypothesis of boundary layer, the transfer process between granular sludge and bulk liquid was modified, which was coupled with substance transfer process in granular sludge and aerobic ammonium oxidation, anaerobic ammonium oxidation, nitrite oxidation process, and completely autotrophic nitrogen removal model was found. The model was validated with the experimental results. According to simulation results, the operation of the reactor was optimized, TN removal efficiency and TN removal rate were increased from 52% to 61% and $0.103 \text{ kg} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{d})^{-1}$ to $0.114 \text{ kg} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{d})^{-1}$ respectively.

Key words: completely autotrophic nitrogen removal; aerobic ammonium oxidation; ANAMMOX; granular sludge

传统生物脱氮过程中, 硝化菌将 NH_4^+ 氧化为 NO_3^- , 随后反硝化菌在缺氧条件下利用有机物作为电子供体, 将 NO_3^- 反硝化生成 N_2 . Hippen 等^[1] 在研究垃圾渗滤液生物处理过程中, 发现部分氮素不是由于有机物提供电子发生反硝化损失, 出现了自养脱氮现象. 生物膜及颗粒污泥中存在着基质和溶解氧的浓度梯度分布, 为好氧氨氧化菌和厌氧氨氧化菌在颗粒污泥内不同部位占据优势生态位提供了条件. 荷兰 Delft 大学的研究人员通过混合接种好氧氨氧化菌和厌氧氨氧化菌开发出 CANON 工艺, 总氮去除率达 85%^[2]. 廖德祥等^[3] 以中空塑料圆柱体为载体培养完全自营养脱氮生物膜, 取得较好的脱氮效果. Koch 等^[4] 和 Hao 等^[5,6] 研究了生物膜内好氧氨氧化菌和厌氧氨氧化菌的分布及影响因素. 膨胀颗粒污泥床 (expanded granular sludge bed, EGSB) 作为第 3 代厌氧反应器, 颗粒化性能较好, 有利于好氧氨氧

化菌和厌氧氨氧化菌在颗粒污泥内协作共生. 本试验通过接种好氧氨氧化污泥和厌氧氨氧化污泥启动 EGSB 反应器, 培养完全自营养脱氮颗粒污泥, 将传质过程和基质降解过程相耦合建立完全自营养脱氮过程数学模型, 研究完全自营养脱氮过程的主要影响因素; 根据模型模拟结果, 优化控制 EGSB 反应器运行条件, 提高脱氮性能, 为 EGSB 反应器完全自营养脱氮工艺的应用积累技术资料.

1 材料与方法

1.1 完全自营养脱氮颗粒污泥培养

采用 EGSB 反应器, 有效容积 2.7 L, 高度为 1.0 m, 反应区 1.5 L, 用黑色遮光材料包裹, 外设恒温水

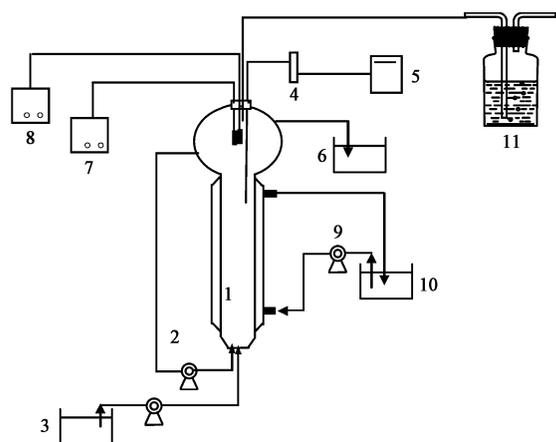
收稿日期: 2008-06-03; 修订日期: 2008-08-30

基金项目: 国家自然科学基金项目 (50378094)

作者简介: 任宏洋 (1980~), 男, 博士研究生, 主要研究方向为废水处理理论与技术, E-mail: yonkee1980@163.com

* 通讯联系人, E-mail: dzhang@cqu.edu.cn

浴套(图 1). 同时接种实验室前期富集的好氧氨氧化污泥^[7] 3.2 g(以 MLSS 计)和厌氧氨氧化污泥^[8] 8.6 g 启动反应器. 颗粒污泥培养过程分为 2 个阶段, 第 1 阶段中为防止污泥流失, 采用间歇进水, 间歇出水的方式运行, 进水频次为每天 1 次, 进水量为 2 L, 其中进水 0.5 h, 反应 21.5 h, 沉淀 1.5 h, 出水 0.5 h, 回流流量 $10.8 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$. 启动前 3 d 厌氧运行, 加入絮凝剂聚丙烯酰胺(PAM), 促使颗粒的形成, 第 4 d 开始限氧运行. 采用溶氧电极对反应器内 DO 进行测量, 通过调节流量计将 DO 控制在 $0.7 \sim 0.8 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 反应器温度 $(30 \pm 1) \text{ }^\circ\text{C}$, pH 值 $7.6 \sim 8.0$. 第 2 阶段采用连续进水模式, 进水流量 $0.3 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$, 上升流速、反应器温度、DO 和 pH 保持不变.



1. 反应器; 2. 回流泵; 3. 进水池; 4. 流量计; 5. 空气压缩机;
6. 出水池; 7. pH 电极; 8. 溶解氧电极; 9. 热水循环泵;
10. 恒温加热器; 11. 气体收集器

图 1 实验装置示意

Fig. 1 Schematic diagram of experimental setup

实验以 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 为基质配制合成废水, 以 NaHCO_3 为无机碳源. 1 L 合成废水加入 1 mL 微量元素营养液, 其主要组分 ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$) 为: $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, 2.2; $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, 1.6; $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, 5.0; $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, 5.5; $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, 5.0; $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, 1.6; $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, 5.0; $(\text{NH}_4)_6\text{M}_2\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, 1.1; $\text{NiSO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, 0.42; EDTA, 5.0.

1.2 分析项目及测定方法

NO_2^- : N-(1-萘基)-乙二胺光度法; NH_4^+ : 纳氏试剂光度法; NO_3^- : 酚二磺酸光度法; pH 值: pH 计 (PB-10, Sartorius 公司); DO: Mettler Toledo InPro 6050/120 溶氧电极 (梅特勒-托利多公司).

2 EGSB 反应器完全自营养脱氮动力学模型

假设: ①颗粒污泥呈球体, 粒径、密度、空隙率等分布均匀, 污泥性能稳定; ②颗粒污泥中好氧氨氧化菌和厌氧氨氧化菌分布仅受 DO 影响, 有明显的界限; ③反应器中无机含氮物质只有 NH_4^+ 、 NO_2^- 、 NO_3^- 和 N_2 ; ④颗粒污泥与主体液相间的传质过程通过液膜边界层进行.

反应体系中 O_2 和基质通过传质过程从液相主体传递到颗粒污泥表面, 颗粒污泥表层的好氧氨氧化菌将部分 NH_4^+ 氧化为 NO_2^- 并传递到颗粒污泥内部缺氧区, 缺氧区内厌氧氨氧化菌将剩余的 NH_4^+ 和 NO_2^- 转化为 N_2 . 根据质量守恒, 颗粒污泥单位时间内降解的基质的量与传递进入颗粒污泥的基质的量相同, 基于球壳反应动力学模型, 稳态时颗粒污泥内基质质量守恒方程如式(1)^[9]:

$$\frac{d^2 S}{dz^2} + \frac{2}{z} \frac{dS}{dz} = \frac{1}{D_t} \cdot r \quad (1)$$

式中, S 为无量纲化浓度; D_t 为有效传质系数, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$; z 为颗粒无量纲化半径; r 为反应速率.

$$\text{边界条件为: } \left. \frac{dS}{dz} \right|_{z=0} = 0, S(z=1) = 1$$

采用配置法求解式(1), 结果表明, 当 DO 为 $0.7 \sim 0.8 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, $z \geq 0.85$ 处 DO 约 $0.1 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. 颗粒污泥半径为 0.5 mm, 在内部 0~0.42 mm 以厌氧氨氧化菌为主, 表层深 0.08 mm 外以好氧氨氧化菌为主, 分布有少量亚硝酸盐氧化菌.

为简化模型, 颗粒污泥内不同区域的第 i 种基质浓度通过内传质系数 λ_i 进行校正.

$$S_i^* = \lambda_i \cdot S_{i,s} \quad (2)$$

式中, $S_{i,s}$ 为第 i 种基质在液膜边界层与颗粒污泥界面基质浓度, $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$; S_i^* 为污泥内第 i 种基质的等效浓度, $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

基质通过液膜边界层到达颗粒污泥表面的质量通量可以表示为^[10]:

$$W_{i,w} = k_{i,w} (S_{i,b} - S_{i,s}) \quad (3)$$

式中, $k_{i,w}$ 为第 i 种基质在液膜边界层的平均传质系数, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$; $S_{i,b}$ 为第 i 种基质在液相主体内基质浓度, $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

平均传质系数 k_w 是表层液体黏度、密度及流速的函数, 主要与舍伍德数 (Sh)、施密特数 (Sc) 和雷诺数 (Re) 3 个无量纲量相关联.

$$k_{i,w} = \frac{D_i}{d_p} Sh \quad (4)$$

式中, d_p 为颗粒粒径, m; D_i 为扩散系数, $m^2 \cdot s^{-1}$.

$$Sh = Sc^{\frac{1}{3}} \cdot Re \cdot J_D \quad (5)$$

Colburn 传质因子 J_D 可表示为:

$$J_D = \frac{1}{\phi} \cdot \left(\frac{0.765}{Re^{0.82}} + \frac{0.365}{Re^{0.386}} \right) \quad (6)$$

式中, ϕ 为反应器内颗粒间孔隙率.

在颗粒污泥表面的第 i 种基质浓度用外传质系数 η_i 进行校正.

$$S_{i,s} = \eta_i \cdot S_{i,b} \quad (7)$$

根据进入颗粒污泥的基质量等于颗粒污泥内基质降解量, 由式(8)可得颗粒污泥外传质系数.

$$k_{i,w} \cdot (S_{i,b} - \eta_i \cdot S_{i,s}) \cdot \alpha = r_i \quad (8)$$

式中, α 为颗粒污泥的面积系数, $m^2 \cdot m^{-3}$.

好氧氨氧化过程中消耗大量的碱度, 因此反应体系中碱度应作为好氧氨氧化菌的限制因子.

$$\mu_{AOB} = \mu_{\max, AOB} \frac{S_{NH_4^+}}{K_{S, NH_4^+, AOB} + S_{NH_4^+}} \cdot \frac{S_O}{K_{S, O, AOB} + S_O} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK, AOB} + S_{ALK}} X_{AOB} \quad (9)$$

$$\mu_{NOB} = \mu_{\max, NOB} \frac{S_{NO_2^-}}{K_{S, NO_2^-, NOB} + S_{NO_2^-}} \cdot \frac{S_O}{K_{S, O, NOB} + S_O} X_{NOB} \quad (10)$$

氨氮和亚硝酸盐既是厌氧氨氧化菌基质又是抑制物, 用底物抑制性方程描述^[11]:

$$\mu_{AnAOB} = \beta \cdot \mu_{\max, AnAOB} \cdot \frac{S_{NH_4^+}}{K_{S, NH_4^+, AnAOB} + S_{NH_4^+} + S_{NH_4^+}^2 / K_{I, NH_4^+, AnAOB}} \cdot \frac{S_{NO_2^-}}{K_{S, NO_2^-, AnAOB} + S_{NO_2^-} + S_{NO_2^-}^2 / K_{I, NO_2^-, AnAOB}} \cdot \frac{K_{I, O, AnAOB}}{K_{I, O, AnAOB} + S_O} X_{AnAOB} \quad (11)$$

基于维持能理论, 反应过程中微生物衰减可用内源呼吸过程来描述, 内源呼吸包括所有与生长无

关的生物体损失和能量需要. 不同条件下内源呼吸过程可划分为好氧内源呼吸和缺氧内源呼吸^[12].

$$\mu = b \frac{S_O}{K_{S, O} + S_O} X \quad (12)$$

$$\mu_A = b_A \frac{K_{S, O}}{K_{S, O} + S_O} \cdot \frac{S_{NO_3^-}}{K_{S, NO_3^-} + S_{NO_3^-}} X \quad (13)$$

式中, AOB、AnAOB、NOB 为好氧氨氧化菌、厌氧氨氧化菌、亚硝酸盐氧化菌; X 为污泥浓度, $mg \cdot L^{-1}$; K_{S, NH_4^+} 、 $K_{S, O}$ 、 K_{S, NO_2^-} 、 K_{S, NO_3^-} 为氨氮、溶氧、亚硝酸盐氮、硝酸盐氮半饱和系数, $mg \cdot L^{-1}$; K_{ALK} 为碱度的半饱和系数, $mmol \cdot L^{-1}$; K_{I, NH_4^+} 、 $K_{I, O}$ 、 K_{I, NO_2^-} 为氨氮、溶氧、亚硝酸盐氮抑制系数, $mg \cdot L^{-1}$; β 为颗粒形状校正系数; μ_{\max} 为微生物最大比生长速率, d^{-1} ; $S_{NO_3^-}$ 、 $S_{NO_2^-}$ 、 S_O 、 $S_{NH_4^+}$ 为硝酸盐氮、亚硝酸盐氮、溶氧和氨氮浓度, $mg \cdot L^{-1}$; S_{ALK} 为 HCO_3^- 浓度, $mmol \cdot L^{-1}$; b 、 b_A 为好氧内源呼吸速率和缺氧内源呼吸速率, d^{-1} .

将动力学过程和计量学矩阵(表1)相耦合^[4-6, 8], 得到第 i 种组分反应速率为:

$$r_i = \sum_{j=1}^9 \nu_{j,i} \cdot \mu_j \quad (14)$$

式中, $\nu_{j,i}$ 为第 i 种组分在第 j 过程中的化学计量系数; μ_j 为第 j 过程中动力学表达式.

反应过程中, 各反应物之间需要满足得失电子数守恒、氮元素质量守恒和反应体系中电荷数守恒, 通过组分矩阵来描述(表2)^[12]. 其中得失电子数守恒用理论需氧量(ThOD)进行表征, 而电荷数守恒则通过反应体系中的 HCO_3^- 来平衡, 用碱度来表征. 基于组分矩阵确立的守恒关系, 完全自营养脱氮过程计量系数 $\nu_{j,i}$ 可由式(15)进行计算.

$$\sum_{i=1}^{10} \nu_{j,i} \cdot l_{k,i} = 0 \quad (15)$$

式中, $l_{k,i}$ 为组分矩阵元素. 表2中 Y 为产率系数, $mg \cdot mg^{-1}$; $i_{N,B}$ 为细胞中氮含量, $mg \cdot mg^{-1}$.

表1 完全自营养脱氮过程化学计量学矩阵

Table 1 Stoichiometric matrix of completely autotrophic nitrogen removal

工艺过程	S_O	$S_{NO_3^-}$	$S_{NH_4^+}$	S_{N_2}	$S_{NO_2^-}$	S_{ALK}	X_{NOB}	X_{AOB}	X_{AnAOB}	X_I
AOB 生长	$\nu_{1,1}$		$\nu_{1,3}$		$\nu_{1,5}$	$\nu_{1,6}$		1		
AOB 好氧内源呼吸	$\nu_{2,1}$		$\nu_{2,3}$			$\nu_{2,6}$		-1		f_1
AOB 缺氧内源呼吸		$\nu_{3,4}$	$\nu_{3,3}$	$\nu_{3,4}$		$\nu_{3,6}$		-1		f_1
NOB 生长	$\nu_{4,1}$	$\nu_{4,2}$	$-i_{N,B}$		$\nu_{4,5}$	$\nu_{4,6}$	1			
NOB 好氧内源呼吸	$\nu_{5,1}$		$\nu_{5,3}$			$\nu_{5,6}$	-1			f_1
NOB 缺氧内源呼吸		$-\nu_{6,4}$	$\nu_{6,3}$	$\nu_{6,4}$		$\nu_{6,6}$	-1			f_1
AnAOB 生长		$\nu_{7,2}$	$\nu_{7,3}$	$\nu_{7,4}$	$-\nu_{7,5}$	$\nu_{7,6}$			1	
AnAOB 好氧内源呼吸	$\nu_{8,1}$		$\nu_{8,3}$			$\nu_{8,6}$		-1		f_1
AnAOB 缺氧内源呼吸		$-\nu_{9,4}$	$\nu_{9,3}$	$\nu_{9,4}$		$\nu_{9,6}$		-1		f_1

表 2 完全自营养脱氮过程组分矩阵

Table 2 Component matrix of completely autotrophic nitrogen removal

工艺过程	S_{O_2}	$S_{NO_3^-}$	$S_{NH_4^+}$	S_{N_2}	$S_{NO_2^-}$	S_{ALK}	X_{NOB}	X_{AOB}	X_{AnAOB}	X_I
ThOD 守恒/g	-1	-4.57		-1.71	-3.43		1	1	1	1
N 守恒/g		1	1	1	1		$i_{N,B}$	$i_{N,B}$	$i_{N,B}$	$i_{N,1}$
离子负荷/mol		-1/14	1/14		-1/14	-1				

EGSB 反应器具有较大的高径比,当反应器处于稳态时,沿 EGSB 反应器竖直方向可假设为若干个反应单元,每个反应单元视为一个完全混合反应器,其中微生物浓度、基质浓度以及流场特性处于稳态并且均匀分布。

第 n 个反应单元的进水为第 $n-1$ 个反应单元的出水,因此,第 n 个反应单元内的反应方程为:

$$V_n \cdot \frac{dS_{i,n}}{dt} = (Q_{in} + Q_{re}) \cdot S_{i,n-1} - (Q_{in} + Q_{re}) \cdot S_{i,n} - r_{i,n} \cdot V_n \quad (16)$$

第 1 个反应单元层内基质反应方程表示为:

$$V_1 \cdot \frac{dS_{i,1}}{dt} = (Q_{in} \cdot S_{i,in} + Q_{re} \cdot S_{i,out}) - (Q_{in} + Q_{re}) \cdot S_{i,1} - r_{i,1} \cdot V_1 \quad (17)$$

式中, $S_{i,n}$ 为第 i 种基质在第 n 层内的浓度, $mg \cdot L^{-1}$; $r_{i,n}$ 为第 i 种基质在第 n 层内的反应速率, $mg \cdot (L \cdot d)^{-1}$; $S_{i,in}$ 、 $S_{i,out}$ 为进、出水中第 i 种基质浓度, $mg \cdot L^{-1}$; Q_{in} 、 Q_{re} 为进水流量和回流流量, $L \cdot d^{-1}$ 。

3 结果与分析

3.1 EGSB 反应器完全自营养脱氮特性

间歇进出水运行期间 EGSB 反应器脱氮性能如图 2 所示。在接种初期由于条件的改变,部分微生物死亡,死亡细胞菌溶后造成含氮物质释放,反应器出水总氮有所上升。启动初期厌氧氨氧化过程受到 DO 的抑制,总氮去除速率较低,12 d 后,好氧与厌氧氨氧化复合颗粒逐步形成,总氮去除效率逐步提高,50 d 后, NH_4^+-N 和总氮去除效率分别达 75% 和 56%,实现完全自营养脱氮。

改变反应器运行模式为连续进水、出水,进一步提高总氮负荷,如图 3 所示。随着总氮负荷提高,总氮去除效率达 52%,去除速率达 $0.101 kg \cdot (m^3 \cdot d)^{-1}$ 。污泥颗粒呈棕褐色,结构不规则,表面较为粗糙,粒径主要分布在 0.8~1.0 mm,反应器内颗粒污泥浓度约为 $7.9 g \cdot L^{-1}$ 。

3.2 不同上升流速时 EGSB 内含氮物质沿程分布

将 EGSB 反应器假设为若干个完全混合反应器

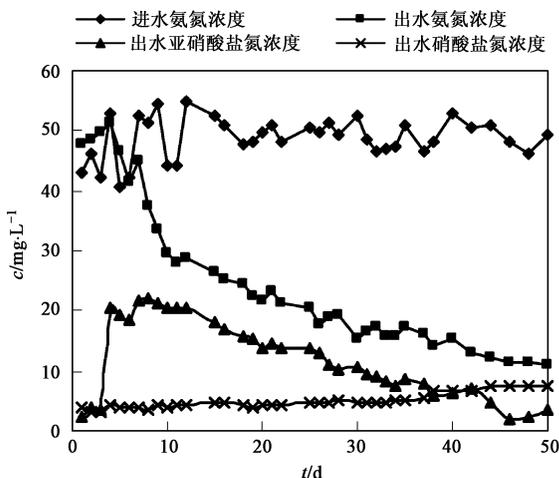


图 2 间歇运行模式中含氮物质浓度变化

Fig. 2 Nitrogen concentration in sequence operating mode

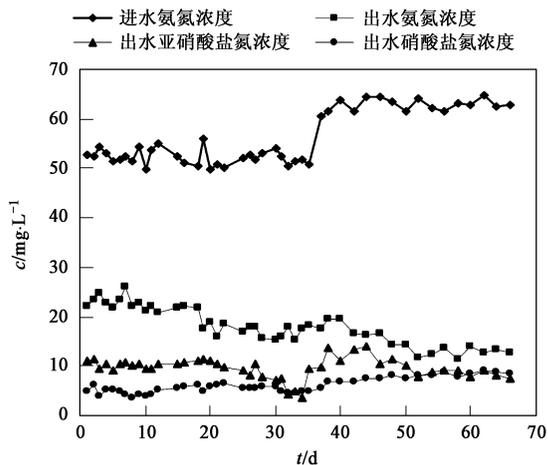


图 3 连续进水运行模式中含氮物质浓度变化

Fig. 3 Nitrogen concentration in continuous operating mode

串联,并通过将动力学过程和计量学矩阵相耦合计算各种含氮物质的变化速率。反应器内上升流速通过回流量控制,由式(16)、(17)计算上升速率分别为 4.9、3.6 和 $1.1 m \cdot h^{-1}$ 时稳态条件下反应器内含氮物质的浓度变化(图 4)。模型模拟结果与实测结果有较好的一致性。当回流量为 $4.9 m \cdot h^{-1}$,总氮去除速率分别为 $0.108 kg \cdot (m^3 \cdot d)^{-1}$,较 $1.1 m \cdot h^{-1}$ 时的 $0.098 kg \cdot (m^3 \cdot d)^{-1}$,提高约 10.2%。

反应器内水力剪切作用及污泥颗粒碰撞是促进颗粒污泥形成和稳定生长的重要因素. 适宜的水力剪切作用有利于细菌分泌胞外多聚物, 形成稳定的颗粒污泥结构, 并保持污泥结构的完整性. 进一步提

高上升流速到 $5.5 \sim 6 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ 时, 出水中污泥浓度升高, 污泥流失较严重. 实验结果表明, 适宜的上升流速控制在 $4.5 \sim 5 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$.

3.3 DO 对 EGSB 反应器脱氮性能的影响

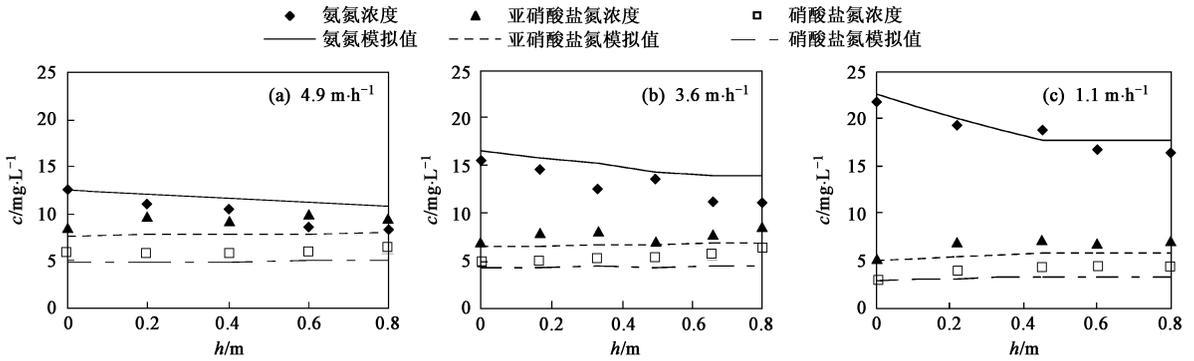


图 4 不同上升流速时含氮物质的沿程分布

Fig.4 Nitrogen concentration along with the reactor in different up-velocity

上升流速为 $4.5 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ 时, 反应器内的基质浓度混合较为均匀, EGSB 反应器可近似为完全混合反应器.

$$V \cdot \frac{dS_i}{dt} = Q_{in} \cdot S_{i,in} - Q_{out} \cdot S_{i,out} - r_i \cdot V \quad (18)$$

式中, S_i 为第 i 种基质浓度, $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$; r_i 为第 i 种基质反应速率, $\text{mg}\cdot(\text{L}\cdot\text{d})^{-1}$; V 为反应器体积, L.

反应器达到稳态时:

$$\frac{dS_i}{dt} = 0$$

$$\frac{Q_{in} \cdot S_{i,in} - Q_{out} \cdot S_{i,out}}{V} - r_i = 0 \quad (19)$$

进水氨氮浓度一定的条件下, 由式(18) 计算可得不同 DO 下, 反应器达到稳态后各种含氮物质浓度变化模拟结果如图 5 所示, DO 为 $0.5 \sim 0.6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 时, 总氮去除效率最大, 达 63.1%.

根据模拟结果, 反应器中 DO 由 $0.7 \sim 0.8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 下降为 $0.5 \sim 0.6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, 运行条件改变后, 氨氮和亚硝酸盐氮浓度变化不明显, 而硝酸盐氮浓度下降较为明显, 由 $10 \sim 12 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 降低到 $3 \sim 5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (图 6), 总氮平均去除效率由 52% 提高到 61%, 与 63.1% 的模拟结果具有较好的一致性. 运行过程中反应器内污泥浓度无明显变化, 约为 $8.2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, 总氮平均去除速率由 $0.103 \text{ kg}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$ 提高到 $0.114 \text{ kg}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$.

4 讨论

通过污泥的颗粒化, 创造适合好氧氨氧化菌和厌氧氨氧化耦合的微生态环境是实现完全自营养脱

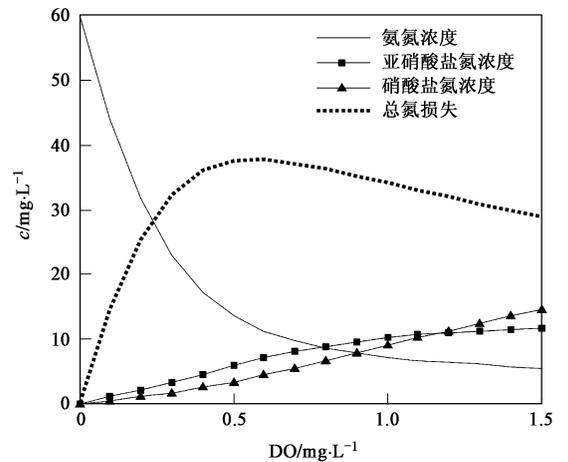


图 5 稳态条件下不同溶氧下含氮物质的浓度

Fig.5 Nitrogen concentration under different DO when reactor coming to steady

氮的关键. Slikers 等^[2] 的实验中由于颗粒化性能较差, 总氮去除速率为 $0.064 \text{ kg}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$. Third 等^[3] 通过混合接种硝化污泥和厌氧氨氧化污泥实现完全自营养脱氮, 总氮去除速率约 $0.08 \text{ kg}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$. 对比 SBR 和完全混合连续进水反应器的完全自营养脱氮性能, 总氮去除速率分别为 $0.11 \text{ kg}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$ 和 $0.13 \text{ kg}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$, 二者脱氮性能相近^[14]. 本研究中经过长时间的富集培养, 总氮去除速率达 $0.114 \text{ kg}\cdot(\text{m}^3\cdot\text{d})^{-1}$, 与相关研究成果相近.

本研究采用人工合成废水, 进水中不添加有机物, 同时氨氧化菌, 尤其是厌氧氨氧化菌生长速率较低, 胞外聚合物的分泌以及微生物衰减导致的 COD

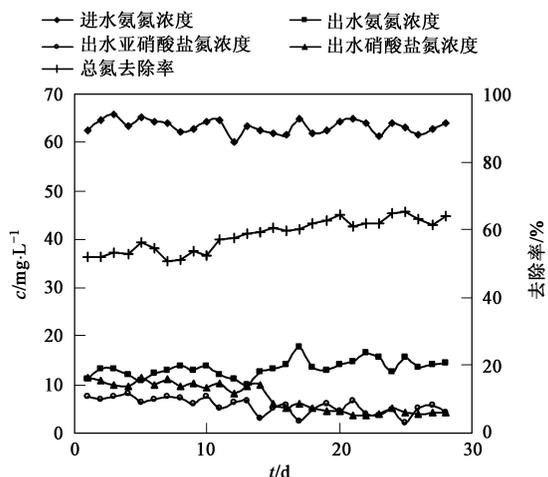


图6 溶氧优化后含氮物质的变化

Fig.6 Nitrogen concentration changes when DO optimized

释放量较小, Chamchoi 等^[15] 以及 Lackner 等^[16] 研究表明, 较低的 COD 对完全自营养脱氮系统中厌氧氨氧化活性影响较小. 为简化模拟过程, 本研究中忽略有机物对于完全自营养脱氮过程的影响. 若处理含有机物和氨氮的废水时, 可将完全自营养脱氮模型作为一个模块与 ASM3 进行耦合, 进一步对同时含 COD 和氨氮的废水处理过程进行模拟.

DO 对于完全自营养脱氮过程影响主要体现在 2 个方面: ①过高的 DO 会抑制厌氧氨氧化菌活性, 使之成为脱氮过程的限制步骤, 同时较高的 DO 有利于亚硝酸盐氧化菌活性的提高, NO_3^- 积累量大大增加, 从而降低总氮去除效率, 模拟结果表明, DO 为 $1.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 时, 亚硝酸盐氮和硝酸盐氮的浓度约为 $16 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 总氮去除率下降为 35.8%; ②DO 浓度过低时, 好氧氨氧化过程受到抑制, 亚硝酸盐生成速率降低, 导致厌氧氨氧化基质 NO_2^- 受限, 间接抑制厌氧氨氧化过程活性. 所以, 只有在适宜的 DO 浓度下, 才能取得最佳的脱氮效率.

上升流速是影响污泥颗粒化效果和基质降解性能的重要因素, 上升流速较高时, 反应器内基质分布较为均匀, 有利于消除死区, 保证污泥和废水接触, 减小外扩散过程对基质传质过程的限制, 促进基质降解. 通过投加示踪粒子观察不同上升流速下 EGSB 内的流场特性表明, 反应器内流场分布并不均匀, 下部流场较为复杂, 随着高度的增加, 逐渐接近于均匀的推流状态, 在较高上升流速的条件下, 流场分布梯度更为显著, 本研究为简化模拟, 假设在反应器达到稳态后流场均匀分布, 这可能是导致模拟结果误差

的重要原因.

5 结论

(1) 在 EGSB 反应器中同时接种好氧氨氧化菌和厌氧氨氧化菌, 实现了完全自营养脱氮, 进水 NH_4^+-N 浓度为 $60 \sim 70 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, DO 控制在 $0.7 \sim 0.8 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 总氮去除效率为 52%, 总氮去除速率为 $0.101 \text{ kg} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{d})^{-1}$.

(2) 通过将颗粒污泥与主体液相传质过程, 颗粒污泥内传质过程以及好氧氨氧化、厌氧氨氧化和亚硝酸盐氧化过程相耦合, 建立完全自营养脱氮模型, 能较好地模拟 EGSB 内完全自营养脱氮过程.

(3) 水力条件是影响反应器完全自营养脱氮性能的重要因素, 较高的上升流速, 有利于污泥和水的充分混合, 减小外扩散过程对基质传质过程的限制, 当上升流速由 $1.1 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ 提高到 $4.9 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ 时, 总氮去除速率提高约 10.2%. 通过模型优化控制反应器中 DO 在 $0.5 \sim 0.6 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 总氮平均去除效率由 52% 提高到 61%, 平均去除速率由 $0.103 \text{ kg} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{d})^{-1}$ 提高到 $0.114 \text{ kg} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{d})^{-1}$.

参考文献:

- [1] Hippen A, Rosenwinkel K H, Baumgarten G, et al. Aerobic deammonification: a new experience in the treatment of wastewaters [J]. *Wat Sci Tech*, 1997, **35**(10): 111-120.
- [2] Slijkers A O, Derwort N, Gomez J L C, et al. Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor [J]. *Wat Res*, 2002, **36**(10): 2475-2482.
- [3] 廖德祥, 李小明, 曾光明, 等. 单级 SBR 生物膜全程自养脱氮的研究[J]. *中国环境科学*, 2005, **25**(2): 222-225.
- [4] Koch G, Egli K, van der Meer J R, et al. Mathematical modelling of autotrophic denitrification in a nitrifying biofilm of a rotating biological contactor [J]. *Wat Sci Tech*, 2000, **41**(4-5): 191-198.
- [5] Hao X D, Heijnen J J, van Loosdrecht M C M. Model-based evaluation of temperature and inflow variations on a partial nitrification-ANAMMOX biofilm process [J]. *Wat Res*, 2002, **36**(19): 4839-4849.
- [6] Hao X D, Cao X Q, Picioranu C, et al. Model-based evaluation of oxygen consumption in a partial nitrification-Anammox biofilm process [J]. *Wat Sci Tech*, 2005, **52**(7): 155-160.
- [7] 祖波, 张代钧, 卢培利, 等. 普通活性污泥富集好氧氨氧化菌试验[J]. *重庆大学学报(自然科学版)*, 2005, **28**(2): 100-103.
- [8] 任宏洋, 张代钧, 丛丽影, 等. 厌氧氨氧化反应器启动及污泥产率系数测定[J]. *重庆大学学报(自然科学版)*, 2008, **31**(1): 88-92.
- [9] 张代钧, 曹琳, 严晨敏, 等. 生物膜多基质模型及其对 BAF 处理合成污水的模拟[J]. *中国环境科学*, 2005, **25**(2): 231-235.
- [10] 福格勒著, 李术元, 朱建华译. 化学反应工程[M]. (第三版).

- 北京: 化学工业出版社, 2005.
- [11] 郑平, 胡宝兰. 厌氧氨氧化菌混培物生长及代谢动力学研究[J]. 生物工程学报, 2001, 17(2): 193-198.
- [12] 国际水协废水生物处理设计与运行数学模型课题组著, 张亚雷, 李泳梅译. 活性污泥数学模型[M]. 上海: 同济大学出版社, 2002.
- [13] Third K A, Slikens A O, Kuenen J G, *et al.* The CANON system (Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite) under ammonium limitation: interaction and competition between three groups of bacteria[J]. Syst Appl Microbiol, 2001, 24(4): 588-596.
- [14] Third K A, Paxman J, Schmid M, *et al.* Enrichment of Anammox from activated sludge and its application in the CANON process[J]. Microb Ecol, 2005, 49(2): 236-244.
- [15] Chamchoi N, Nitisoravut S, Schmidt J E. Inactivation of ANAMMOX communities under concurrent operation of anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) and denitrification [J]. Bioresource Technology, 2008, 99(9): 3331-3336.
- [16] Lackner S, Terada A, Smets B F. Heterotrophic activity compromises autotrophic nitrogen removal in membrane-aerated biofilms: Results of a modeling study [J]. Wat Res, 2008, 42(4-5): 1102-1112.

第五届国际水协膜技术大会暨展览会通知

第五届国际水协膜技术大会暨膜技术与设备展览会(IWA Membrane Technology Conference & Exhibition)是2009年度全世界最有影响力的膜产业界的盛事之一,本次大会由清华大学与国际水协联合主办,将于2009年9月1~3日在北京召开。

大会将邀请来自国际水协、联合国教科文组织、耶鲁大学、牛津大学、新南威尔士大学、清华大学、中国科学院、北京大学、天津大学、浙江大学、哈尔滨工业大学、上海交通大学等国内外著名大学和研究机构的专家学者参会,与您分享当前膜领域最新研究动态和成果。

届时,也会有来自各国的膜企业参加展览会,为业内人士提供与国内外顶尖学者和业界著名企业家交流沟通的平台和机会,让您了解到当前最新的膜技术应用案例与成果。

热忱希望您充分利用此次机会踊跃投稿!具体要求请见大会官方网站.期待我们在北京相聚!

会议主要围绕以下几个内容展开:

- (1) 新型膜材料和装置;
- (2) 不同的膜和复合膜的工艺;
- (3) 膜污染机理和控制;
- (4) 饮用水处理;
- (5) 生活污水处理和回用;
- (6) 工业废水处理和回用;
- (7) 脱盐工艺;
- (8) 工程案例研究.

会议网站: <http://www.IWA-MTC2009.org>

联系电话: 010-62796518; 010-62780050

联系人: 张硕洁 张凯琴

传真: 010-62771472; 010-62795275

E-mail: iwamtc2009@tsinghua.edu.cn; iwamtc2009@gmail.com